

# PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 07-324858  
(43)Date of publication of application : 12.12.1995

(51)Int.Cl. F25J 3/04  
F25J 3/02

(21) Application number : 06-118725

(71)Applicant : NIPPON SANSO KK

(22) Date of filing : 31.05.1994

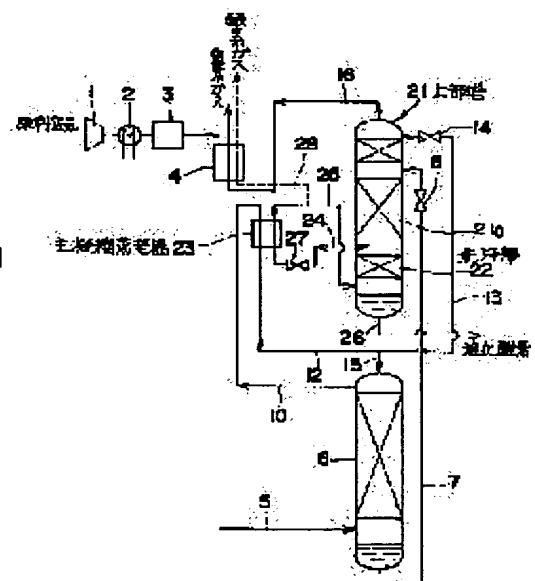
(72)Inventor : KISHIDA TAIJI  
HONDA HIDEYUKI

(54) METHOD AND APPARATUS FOR LIQUEFYING AND SEPARATING AIR

(57) Abstract:

**PURPOSE:** To eliminate the disadvantages of a prior art and to reduce operating cost by reducing the quantity of a dangerous substance like hydrocarbon such as methane, ethane, propane, etc., of a main condensing evaporator to the vapor pressure or less of the hydrocarbon at an oxygen evaporating temperature.

**CONSTITUTION:** A cleaning unit 22 for cleaning to remove hydrocarbon included in rising gas with falling liquid is provided in the lower part of an upper tower 21. Liquefied oxygen is extracted from the upper part of the unit 22, supplied to a main condensing evaporator 23, heat exchanged with nitrogen gas in the evaporator 23 to vaporize the liquefied oxygen, which is introduced to the lower part of the unit 22, and the liquefied oxygen is discharged from the bottom of the tower 21.



(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 公開特許公報 (A)

(11)特許出願公開番号

特開平7-324858

(43) 公開日 平成7年(1995)12月12日

(51) Int.Cl.<sup>6</sup>

識別記号 庁内整理番号  
Z  
A

E I

技術表示箇所

審査請求 未請求 請求項の数 8 O.L. (全 8 頁)

(21) 出願番号 特願平6-118725

(22)出願日 平成6年(1994)5月31日

(71)出願人 000231235

日本酸素株式会社

東京都港区西新橋1丁目16番7号

(72)発明者 岸田 泰治

神奈川県川崎市川崎区小島町 6-2 日本  
酸素株式会社内

(72)発明者 本田 秀幸

神奈川県川崎市川崎区小島町 6-2 日本  
酸素株式会社内

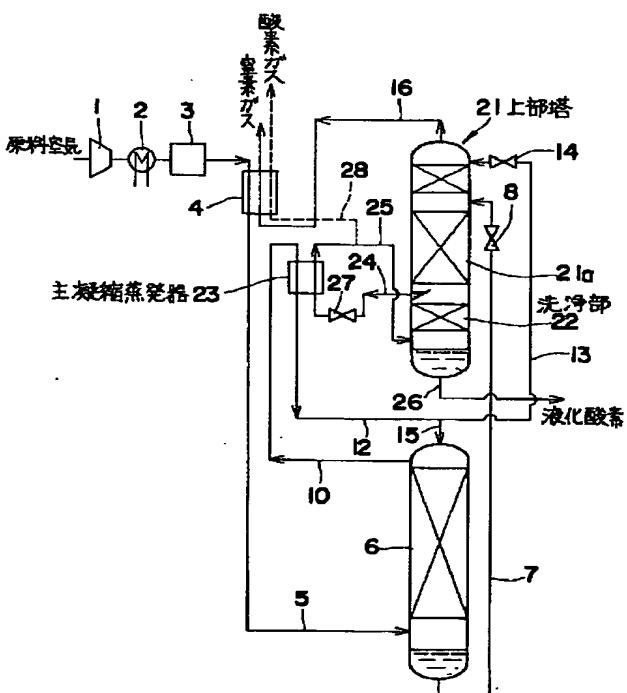
(74)代理人 弁理士 木戸 二彦 (外1名)

(54) 【発明の名称】 空気液化分離方法及び装置

(57) 【要約】

【目的】 主凝縮蒸発器における前記メタン、エタン、プロパン等の炭化水素のような危険物質の量を、酸素の蒸発温度でのそれぞれの炭化水素の蒸気圧以下とすることにより、上記従来技術の欠点を解消し、運転コストの低減を図ることができる空気液化分離方法及び装置を提供する。

【構成】 上部塔21の下部に上昇ガス中に含まれる炭化水素を下降液で洗浄除去する洗浄部22を設け、該洗浄部22の上部から液化酸素を抜出して主凝縮蒸発器23に供給し、該主凝縮蒸発器23で窒素ガスと熱交換させて液化酸素を気化させ、前記洗浄部22の下部に導入するとともに、前記上部塔21底部から液化酸素を導出する。



## 【特許請求の範囲】

【請求項1】 圧縮、精製、冷却した原料空気を、下部塔、上部塔、主凝縮蒸発器を備えた複精留塔に導入して液化精留分離を行い、前記下部塔頂部に分離する窒素ガスと前記上部塔底部に分離する液化酸素とを前記主凝縮蒸発器で熱交換させて前記窒素ガスを液化するとともに前記液化酸素を気化する空気液化分離方法において、前記上部塔の下部に上昇ガス中に含まれる炭化水素を下降液で洗浄除去する洗浄部を設け、該洗浄部の上部から液化酸素を抜出して前記主凝縮蒸発器に供給し、該主凝縮蒸発器で前記窒素ガスと熱交換させて前記液化酸素を気化させ、前記洗浄部の下部に導入するとともに、前記上部塔底部から液化酸素を導出することを特徴とする空気液化分離方法。

【請求項2】 前記洗浄部は、目皿板又は充填材で構成することを特徴とする請求項1記載の空気液化分離方法。

【請求項3】 前記上部塔底部から導出した前記液化酸素を、前記主凝縮蒸発器とは別に設置した副凝縮蒸発器に導入して気化させることにより酸素ガスを得ることを特徴とする請求項1記載の空気液化分離方法。

【請求項4】 前記主凝縮蒸発器における前記液化酸素の液高さを、該主凝縮蒸発器の熱交換器ブロックの高さの50%以下に設定することを特徴とする請求項1記載の空気液化分離方法。

【請求項5】 圧縮設備、精製設備、冷却設備を備えた原料空気供給系統を経た原料空気を、下部塔、上部塔、主凝縮蒸発器を備えた複精留塔に導入して液化精留分離する空気液化分離装置において、前記上部塔の下部に上昇ガス中に含まれる炭化水素を下降液で洗浄除去する洗浄部を設け、該洗浄部の上部と前記主凝縮蒸発器との間に、上部塔から液化酸素を抜出して前記主凝縮蒸発器に供給する液化酸素供給管を設け、前記洗浄部の下部と前記主凝縮蒸発器との間に、該主凝縮蒸発器で前記窒素ガスと熱交換して気化した酸素ガスを上部塔に導入する酸素ガス導入管を設けるとともに、前記上部塔底部に液化酸素を導出する液化酸素導出管を設けたことを特徴とする空気液化分離装置。

【請求項6】 前記主凝縮蒸発器は、前記下部塔及び上部塔とは別に設置されていることを特徴とする請求項5記載の空気液化分離装置。

【請求項7】 前記上部塔底部から導出した前記液化酸素を気化して酸素ガスを得る副凝縮蒸発器を備えていることを特徴とする請求項5記載の空気液化分離装置。

【請求項8】 前記液化酸素供給管は、液化酸素供給量を調節する流量調節弁を備えていることを特徴とする請求項5記載の空気液化分離装置。

## 【発明の詳細な説明】

## 【0001】

【産業上の利用分野】 本発明は、空気液化分離方法及び

装置に関し、詳しくは、圧縮、精製、冷却した原料空気を精留塔に導入して液化精留分離を行い、製品として酸素ガス、窒素ガス、液化酸素、液化窒素、アルゴン等を製造する空気液化分離方法及び装置に関する。

## 【0002】

【従来の技術】 図6及び図7は、製品として酸素ガスを採取する従来の空気液化分離装置の概略を示す系統図である。図6において、圧縮機1で圧縮された原料空気は、冷却器2で冷却された後、該原料空気中の水分や二酸化炭素を、モレキュラーシーブ等の吸着剤に吸着させて除去精製する吸着精製設備3に導入され、次いで主熱交換器4で戻りガスと熱交換を行い、略液化温度まで冷却されて管5から複精留塔の下部塔6の下部に導入される。

【0003】 上記下部塔6に導入された原料空気は、該下部塔6における精留操作により塔頂部に窒素ガスが分離し、塔底部に酸素富化液化空気が分離する。この酸素富化液化空気は、塔底部の管7に導出され、膨張弁8を介して上部塔9の中段上部に導入される。

【0004】 一方、下部塔頂部の窒素ガスは、管10に導出されて主凝縮蒸発器11に導入され、後述の液化酸素と熱交換を行い、液化して液化窒素となり、管12に導出される。管12の液化窒素の一部は、管13、膨張弁14を経て上部塔9の頂部に導入され、残部は管15により下部塔頂部に導入される。

【0005】 また、上部塔9においては、精留操作により塔底部に液化酸素が分離するとともに、塔頂部に窒素ガスが分離する。この窒素ガスは、管16に導出され、主熱交換器4で前記原料空気と熱交換を行い、昇温して導出される。

【0006】 上記上部塔底部の液化酸素は、管17により前記主凝縮蒸発器11に導入され、前記下部塔頂部から導出された窒素ガスと熱交換を行い、気化して酸素ガスとなり、管19により上部塔下部に導入され、酸素ガスの一部は管18から主熱交換器4を経て製品として導出される。また、液化酸素の一部は、管20から導出される。

【0007】 さらに、系全体に必要な寒冷を補給するために、前記管5又は管10の経路に膨張タービン(図示せず)を設置して、断熱膨張により寒冷を発生させる。

【0008】 このようにして酸素を分離採取する空気液化分離装置において、原料空気中に含まれるメタン、エタン、プロパン等の炭化水素等、高酸素雰囲気中で爆発する危険性のある物質で、前記通常の吸着精製設備3や従来の可逆式熱交換器で十分に除去することが困難な危険物質は、原料空気と共に精留塔に導入された後、そのほとんどが前記上部塔底部の液化酸素中に濃縮されてしまう。

【0009】 なお、上記吸着精製設備3では、炭素数4以上の炭化水素及びアセチレンは略完全に除去できる

が、メタン、エタン、プロパンは、現状では完全除去が困難である。また、可逆式熱交換器では、該熱交換器冷端温度における蒸気圧分量の炭化水素は原料空気と共に精留塔に導入される。

【0010】このため、従来の装置では、上記危険物質が前記主凝縮蒸発器11の壁面に析出しないように、常に壁面を液化酸素で洗う必要があり、図6に示す外設方式、あるいは図7に示す内設方式のいずれの主凝縮蒸発器11, 11'の場合でも、上部塔9の底部に多量の液化酸素を溜めてサブマージェンスSを大きくすることで熱交換器ブロック(コア)内の酸素流量(循環倍率)を大きくするようにしていた。

#### 【0011】

【発明が解決しようとする課題】しかしながら、上述のように主凝縮蒸発器におけるサブマージェンス、即ち液化酸素の液高さを大きくすると、液ヘッドの影響で主凝縮蒸発器下部の液化酸素の温度が上昇するので、液化酸素と窒素ガスとの平均温度差を大きくするために、窒素ガスの圧力、即ち下部塔圧力を上げると、該下部塔に導入する原料空気の圧力、即ち圧縮機の吐出圧力を高めなければならず運転コストが上昇するという問題があつた。

【0012】ところで、上述の炭化水素類は、一般に沸点が高いので、前述のように、精留操作により上部塔底部の液化酸素中に濃縮されるが、該炭化水素の量が、主凝縮蒸発器における酸素の蒸発温度でのそれぞれの炭化水素の蒸気圧以下の量である場合には、主凝縮蒸発器に導入される炭化水素が蓄積されることなく、酸素の蒸発と同時に蒸発して酸素ガス中に同伴され、製品酸素ガスの不純物成分として導出されるため、サブマージェンスを大きくして主凝縮蒸発器の壁面を液化酸素で洗う必要がなくなる。

【0013】そこで本発明は、主凝縮蒸発器における前記メタン、エタン、プロパン等の炭化水素のような危険物質の量を、酸素の蒸発温度でのそれぞれの炭化水素の蒸気圧以下とすることにより、上記従来技術の欠点を解消し、運転コストの低減を図ることができる空気液化分離方法及び装置を提供することを目的としている。

#### 【0014】

【課題を解決するための手段】上記した目的を達成するため、本発明の空気液化分離方法は、圧縮、精製、冷却した原料空気を、下部塔、上部塔、主凝縮蒸発器を備えた複精留塔に導入して液化精留分離を行い、前記下部塔頂部に分離する窒素ガスと前記上部塔底部に分離する液化酸素とを前記主凝縮蒸発器で熱交換させて前記窒素ガスを液化するとともに前記液化酸素を気化する空気液化分離方法において、前記主凝縮蒸発器を上部塔及び下部塔とは別に設置するとともに、前記上部塔の下部に上昇ガス中に含まれる炭化水素を下降液で洗浄除去する洗浄部を設け、該洗浄部の上部から液化酸素を抜出して前記

主凝縮蒸発器に供給し、該主凝縮蒸発器で前記窒素ガスと熱交換させて前記液化酸素を気化させ、前記洗浄部の下部に導入するとともに、前記上部塔底部から液化酸素を導出することを特徴としている。

【0015】また、本発明の空気液化分離装置は、圧縮設備、精製設備、冷却設備を備えた原料空気供給系統を経た原料空気を、下部塔、上部塔、主凝縮蒸発器を備えた複精留塔に導入して液化精留分離する空気液化分離装置において、前記主凝縮蒸発器を上部塔及び下部塔とは別に設置するとともに、前記上部塔の下部に上昇ガス中に含まれる炭化水素を下降液で洗浄除去する洗浄部を設け、該洗浄部の上部と前記主凝縮蒸発器との間に、上部塔から液化酸素を抜出して前記主凝縮蒸発器に供給する液化酸素供給管を設け、前記洗浄部の下部と前記主凝縮蒸発器との間に、該主凝縮蒸発器で前記窒素ガスと熱交換して気化した酸素ガスを上部塔に導入する酸素ガス導入管を設けるとともに、前記上部塔底部に液化酸素を導出する液化酸素導出管を設けたことを特徴としている。

【0016】さらに本発明は、前記洗浄部が目皿板又は充填材であること、前記上部塔底部から導出した前記液化酸素を副凝縮蒸発器で気化して酸素ガスを得ること、前記主凝縮蒸発器における前記液化酸素のサブマージェンスを、該主凝縮蒸発器の熱交換器ブロックの高さの50%以下に設定すること、主凝縮蒸発器に導入する液化酸素の流量を調節することを特徴としている。

#### 【0017】

【作用】上記構成によれば、主凝縮蒸発器の液化酸素中に炭化水素類が危険濃度以上に濃縮することがないため、主凝縮蒸発器におけるサブマージェンスを小さくして液深の影響を最小に抑えることができ、熱交換効率が向上して圧縮機の動力削減が図れる。

#### 【0018】

【実施例】以下、本発明を、図に示す実施例に基づいて、さらに詳細に説明する。まず、図1は、本発明の第1実施例を示すもので、前記図6に示した空気液化分離装置と略同様の構成を備えた実施例を示すものである。なお、前記従来装置と同一要素のものには同一符号を付して、その詳細な説明は省略する。

【0019】本実施例装置は、上部塔21の下部に、目皿板又は充填材で構成された洗浄部22を設け、該洗浄部22の上部に該上部塔21から液化酸素を抜出して主凝縮蒸発器23の下部に供給する液化酸素供給管24を、該洗浄部22の下部に前記主凝縮蒸発器23で気化した酸素ガスを上部塔21に導入する酸素ガス導入管25を、それぞれ設けるとともに、上部塔21の底部に液化酸素を導出する液化酸素導出管26を設けた構成を備えている。

【0020】圧縮機1で5kg/cm<sup>2</sup>G圧縮された原料空気、例えば10000Nm<sup>3</sup>/hは、前記同様に、冷却器2を経て吸着精製設備3で精製され、主熱交換器

4で冷却された後、複精留塔の下部塔6に導入され、該下部塔6及び前記上部塔21で精留される。この原料空気中には、大気条件により異なるが、一般的な大気条件下で、前記吸着精製設備3の出口において、メタン約2 ppm, エタン約0.02 ppm, プロパン約0.02 ppmが含まれている。

【0021】前記上部塔21の精留段21aの下端部からは、精留分離された液化酸素が流下し、その大部分、例えば約80%が前記液化酸素供給管24から流量調節弁27によりその量を調節されて抜取出され、前記主凝縮蒸発器23に上昇流として供給される。主凝縮蒸発器23に供給された液化酸素は、前記下部塔6の頂部から管10に導出された窒素ガスと熱交換を行い、全量が気化して酸素ガスとなり、前記酸素ガス導入管25を通って前記上部塔21の底部に導入される。このとき、前記液化酸素中に混在している微量のメタン、エタン、プロパン等は、それぞれ液化酸素と同時に完全に気化して前記酸素ガスと共に酸素ガス導入管25から上部塔21に戻される。なお、この酸素ガスの一部を管28に分岐し、前記主熱交換器4を経て導出することもできる。

【0022】また、前記主凝縮蒸発器23において、導入される液化酸素は、全量気化させることができが、一部を液のままの状態で前記酸素ガス導入管25から帰還させてもよい。この場合、未気化液の量は、洗浄部22を流下する液との合計で20%を上限とする。

【0023】そして、前記上部塔21の洗浄部22では、前記精留段21aから流下した液化酸素の約20%と、前記酸素ガス導入管25から導入された酸素ガスとが接触し、該酸素ガス中に含まれている前記メタン等の炭化水素類が液化酸素中に溶け込んで上部塔底部に流下する。この上部塔底部からは、液化酸素2000Nm<sup>3</sup>/hが管26に導出され、そのまま液化酸素として、あるいは適宜な蒸発手段で気化して酸素ガスとして採取される。

【0024】このように、上部塔21の下部に洗浄部22を設け、該洗浄部22の上部から液化酸素を抜取出して前記主凝縮蒸発器23に供給するとともに、該主凝縮蒸発器23で気化した酸素ガスを前記洗浄部22の下部に導入するように構成したことにより、上昇する酸素ガス中に含まれる炭化水素類を下降する液化酸素中に取込んで酸素ガス中から除去することができ、上部塔21の精留段21aにおける炭化水素類の量、すなわち、主凝縮蒸発器23に供給される液化酸素中の炭化水素類の濃度を前述の吸着精製設備3の出口濃度に保つことができる。

【0025】したがって、主凝縮蒸発器23内で液化酸素が気化するのと同時に炭化水素類も全量が気化するため、主凝縮蒸発器23内に炭化水素類が蓄積することができなくなるので、サブマージェンスを大きくして主凝縮蒸発器23の壁面を液化酸素で洗う必要がなくなる。これ

により、主凝縮蒸発器23のサブマージェンスを小さく設定することが可能となり、主凝縮蒸発器23の酸素通路のコア出口で液化酸素が完全に気化するドライ方式で運転でき、液化酸素の液面を主凝縮蒸発器23の下部まで下げることが可能になる。

【0026】すなわち、主凝縮蒸発器23における液化酸素の液面を、主凝縮蒸発器コアの全高に対して50%以下に設定することができ、例えば、従来、コア全高が約2000mmの場合、サブマージェンスが2000m程度必要だったものを0~200mm程度にすることが可能になる。また、主凝縮蒸発器として、例えば直管式等を採用した場合でも、同様に単に液面を下げた状態で運転することができる。

【0027】このように、主凝縮蒸発器23のサブマージェンスを小さく設定することにより、該主凝縮蒸発器23における液化酸素の液深による温度上昇を小さくすることができ、これにより、液化酸素と熱交換する下部塔頂部の窒素ガスの圧力、すなわち、原料空気圧縮圧を下げることができ、電力原単位を低減することができる。

【0028】図2は、本発明の第2実施例を示すもので、前記第1実施例に示した空気液化分離装置における液化酸素導出管26の下流に、膨張弁31を介して副凝縮蒸発器32を設置し、該副凝縮蒸発器32で下部塔頂部から管33により導出された窒素ガスを熱源として液化酸素を気化し、酸素ガスを得るように構成したものである。なお、前記第1実施例装置と同一要素のものには同一符号を付して、その詳細な説明は省略する。

【0029】前記上部塔21の底部から液化酸素導出管26に導出された液化酸素2000Nm<sup>3</sup>/hは、膨張弁31で減圧して副凝縮蒸発器32に導入され、前記管33から導入される窒素ガスと熱交換を行い、1980Nm<sup>3</sup>/hが気化して酸素ガスとなり、管34から前記主熱交換器4を経て導出される。残りの液化酸素20Nm<sup>3</sup>/hは、該液化酸素中に濃縮した炭化水素とともに管35から抜出される。

【0030】一方、前記管33から副凝縮蒸発器32に導入された窒素ガスは、前記液化酸素と熱交換を行い液化して液化窒素となり、管36に導出され、前記管12からの液化窒素と合流する。

【0031】このとき、副凝縮蒸発器32に導入される液化酸素中には前記炭化水素類が濃縮されているため、副凝縮蒸発器32の壁面を液化酸素で洗う必要があり、サブマージェンスを大きくする必要があるが、液化酸素を前記膨張弁31で減圧して副凝縮蒸発器32に導入することにより、コア下部の液化酸素と下部塔頂部の窒素ガスとの温度差を確保することができるので、従来より低い圧力の窒素ガスで十分に液化酸素を気化させることができ、原料空気圧縮圧を高める必要がない。

【0032】さらに、このように副凝縮蒸発器32を設

けて酸素ガスを得るように構成することにより、液化酸素を気化させるための熱源を任意に選定することが可能となり、例えば、下部塔下部に導入する原料空気の一部や、他のライン、他の設備からのガスを利用することも可能になる。なお、液化酸素の液面圧力は、熱源となるガスの組成や圧力に応じて熱交換に適切な圧力に設定すればよく、減圧を必要としない場合は、前記膨張弁31を省略でき、下部塔底部に副凝縮蒸発器32を設置することも可能となる。

【0033】図3乃至図5は主凝縮蒸発器部分の酸素の流れの他の実施例を示すものである。図3に示すものは、上部塔41の精留段41aの下部に液化酸素溜42を設けて精留分離した液化酸素の全量を液化酸素供給管43に導出し、その一部、例えば20%を流量調節弁44を有する管45に分岐して洗浄部46の上部に導入するように構成している。また、主凝縮蒸発器47で気化した液化酸素は、管48から前記洗浄部46の下部に導入し、該洗浄部46で液化酸素により洗浄した後、管49から前記精留段41aの下部に導入するようにしている。

【0034】図4に示すものは、液化酸素供給管51の途中に流量調節弁52を介して気液分離器53を接続し、該気液分離器53底部の液化酸素を管54により主

凝縮蒸発器55に供給し、主凝縮蒸発器55で気化した液化酸素は、管56から前記気液分離器53の上部に導入し、頂部から管57を経て上部塔58の下部に設けた洗浄部59の下部に導入するようにしている。

【0035】図5に示すものは、主凝縮蒸発器61を、容器62内の液化酸素中に窒素ガス流路を設けた熱交換器63を浸漬する形式としたものであり、上部塔64の洗浄部65の上部から抜き出された液化酸素は、管66、弁67を経て容器62内に供給され、該容器62内で気化した酸素ガスは、容器頂部の管68から洗浄部65の下部に導入される。

【0036】表1乃至表3は、前記第2実施例に示した装置と、前記図6に示した従来例装置とを比較したもので、表1は運転条件及び液化酸素中の炭化水素濃度を示すもの、表2は主凝縮蒸発器の操作条件等を示すもの、表3は副凝縮蒸発器の操作条件等を示すものである。

【0037】なお、主凝縮蒸発器におけるサブマージェンスは、実施例装置では0mm、従来例装置では200mmとし、液面圧力は両者とも0.6kg/cm<sup>2</sup>Gとした。また、圧縮機から下部塔頂部までの圧力損失は4000mmAqとした。

【0038】

【表1】

		単位	実施例装置	従来例装置
原 料 空 気 流 量	Nm <sup>3</sup> /h	10000	10000	
酸 素 ガ ス 流 量	Nm <sup>3</sup> /h	1980	1980	
液 化 酸 素 流 量	Nm <sup>3</sup> /h	20	20	
主凝縮蒸発器	メタン	体積ppm	2	60
液化酸素中 炭化水素濃度	エタン	体積ppm	0.02	8
	プロパン	体積ppm	0.02	4
副凝縮蒸発器	メタン	体積ppm	60	
液化酸素中 炭化水素濃度	エタン	体積ppm	8	
	プロパン	体積ppm	4	

【表2】

		単位	実施例装置	従来例装置
主凝縮蒸発器 液化酸素液面	圧力	kg/cm <sup>2</sup> G	0. 6	0. 6
	温度	℃	-178. 7	-178. 7
主凝縮蒸発器 液化酸素液高さ		mm	0	2000
主凝縮蒸発器 コア下部液化酸素	圧力	kg/cm <sup>2</sup> G	0. 6	0. 8
	温度	℃	-178. 7	-177. 3
平均 温 度 差		℃	0. 9	1. 3
下部塔頂部 窒素ガス	圧力	kg/cm <sup>2</sup> G	4. 6	5. 1
	温度	℃	-177. 8	-176. 7
原料空気圧縮機吐出圧力		kg/cm <sup>2</sup> G	5. 0	5. 5
動 力 比 率		%	96	100

【表3】

		単位	実施例装置
副凝縮蒸発器液化酸素液面	圧力	kg/cm <sup>2</sup> G	0. 43
	温度	℃	-179. 8
副凝縮蒸発器液化酸素液高さ		mm	2000
副凝縮蒸発器コア下部液化酸素	圧力	kg/cm <sup>2</sup> G	0. 65
	温度	℃	-178. 4
平均 温 度 差		℃	1. 3

【0039】表1に示すように、本実施例装置の場合、主凝縮蒸発器の液化酸素中の炭化水素濃度が、実施例条件における各炭化水素の蒸気圧での濃度、メタン1.1体積%、エタン1.8体積ppm、プロパン0.07体積ppm以下になるため、熱交換器壁面を液化酸素で洗う必要がなくなり、サブマージェンスを小さくすることが可能となる。

【0040】そして、表2に示すように、本実施例装置の場合は、主凝縮蒸発器のサブマージェンスを小さくして主凝縮蒸発器コア下部の液化酸素の温度上昇を小さくできるので、平均温度差を小さくしても、コア下部における液化酸素と窒素ガスとの温度差を十分にとることができ、窒素ガスの温度を従来よりも低くすることができる。これにより、下部塔頂部の窒素ガス圧力を下げることができる、圧縮機の原料空気吐出圧力を下げることが可能となり、圧縮機の動力費を削減することができる。

【0041】また、表3に示すように、液化酸素を減圧して副凝縮器に導入しているので、サブマージェンスが大きくなつてコア下部での液化酸素の温度上昇を生じても、上記条件の窒素ガスをそのまま用いて十分な温度差を得ることができるので、熱交換効率が損なわれることがない。

【0042】

【発明の効果】以上説明したように、本発明によれば、

主凝縮蒸発器部分の液化酸素中に炭化水素が危険濃度以上に濃縮することを防止できるので、主凝縮蒸発器の壁面を液化酸素で洗う必要がなくなり、主凝縮蒸発器におけるサブマージェンスを小さくして液深の影響を最小に抑えることができ、熱交換効率を向上させて窒素ガス圧力を低くすることが可能となり、原料空気を昇圧する圧縮機の動力削減による運転コストの低減が図れる。また、洗净部は、目皿板又は充填材で構成することにより、容易に形成することができる。

#### 【図面の簡単な説明】

【図1】 本発明の第1実施例を示す空気液化分離装置の系統図である。

【図2】 本発明の第2実施例を示す空気液化分離装置の系統図である。

【図3】 主凝縮蒸発器部分の酸素の流れの他の実施例を示す系統図である。

【図4】 同じくさらに他の実施例を示す系統図である。

【図5】 同じくさらに他の実施例を示す要部系統図である。

【図6】 従来の空気液化分離装置の一例を示す系統図である。

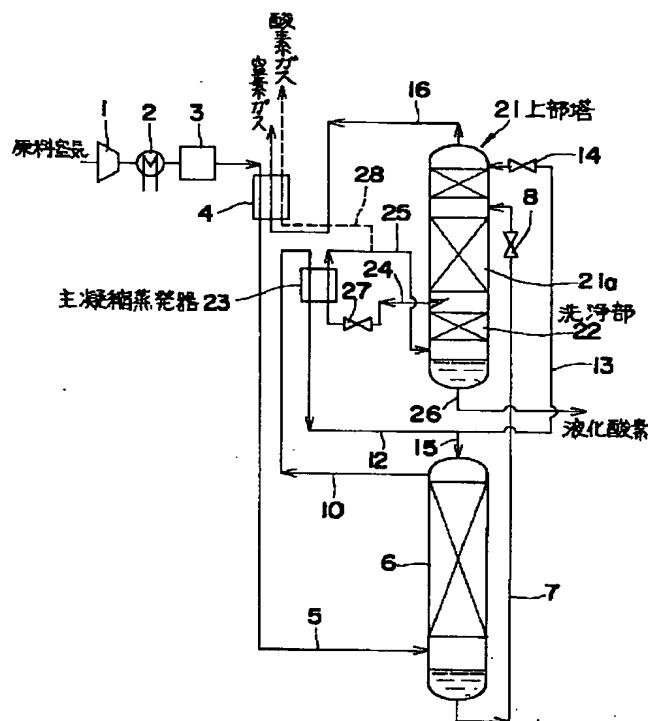
【図7】 主凝縮蒸発器の他の例を示す要部系統図である。

#### 【符号の説明】

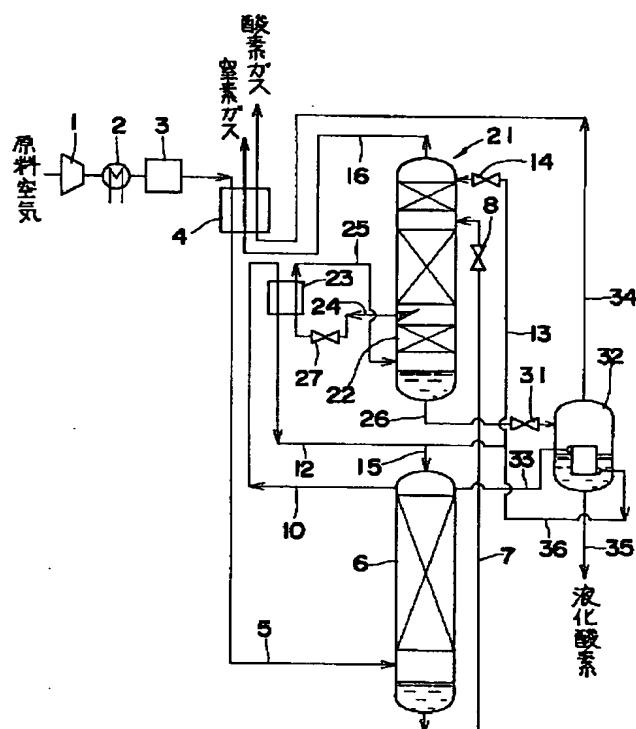
1…圧縮機、2…冷却器、3…吸着精製設備、4…主熱交換器、6…下部塔、21…上部塔、21a…精留段、22…洗净部、23…主凝縮蒸発器、24…液化酸素供

給管、25…酸素ガス導入管、26…液化酸素導出管、27…流量調節弁、31…膨張弁、32…副凝縮蒸発器

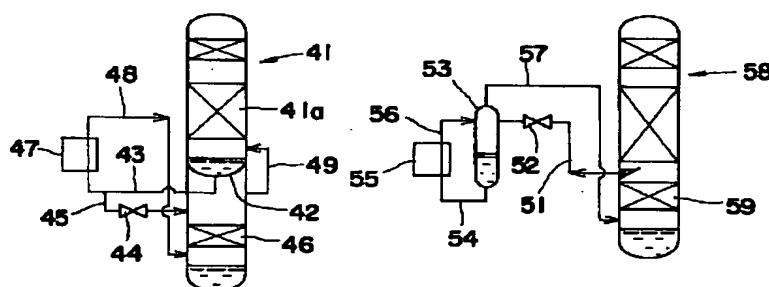
【図1】



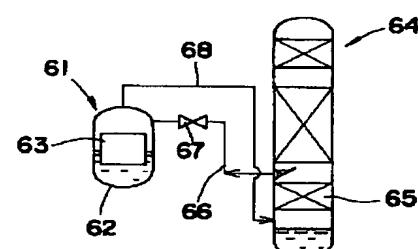
【図2】



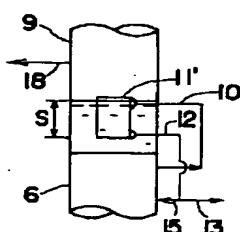
【図3】



【図4】



【図7】



【図6】

